



Arief Budiman

DISTILASI

Teori dan Pengendalian Operasi



Versi Pdf Lengkapnya di ipusnas.com

Arief Budiman

DISTILASI

Teori dan Pengendalian Operasi



Gadjah Mada University Press

Versi Pdf Lengkapnya di ipusnas.com

DISTILASI: TEORI DAN PENGENDALIAN OPERASI

Penulis

Arief Budiman

ISBN : -

© Hak Cipta dilindungi oleh undang-undang

Korektor:

Devi dan Fara

Desain sampul:

Pram's

Tata letak isi:

Junaedi

Diterbitkan digital atas kerjasama Grasindo dengan Gadjah Mada University Press, Anggota IKAPI, Jakarta 2017.

Dilarang mengutip atau memperbanyak sebagian atau seluruh isi buku ini dalam bentuk apa pun (seperti cetakan, fotokopi, mikrofilm, VCD, CD-ROM, dan rekaman suara) tanpa izin tertulis dari pemegang hak cipta/Penerbit.

Sanksi Pelanggaran Pasal 113

Undang-undang Nomor 28 Tahun 2014 tentang Hak Cipta

1. Setiap Orang yang dengan tanpa hak melakukan pelanggaran hak ekonomi sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf i untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 1 (satu) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp100.000.000,00 (seratus juta rupiah).
2. Setiap Orang yang dengan tanpa hak dan/atau tanpa izin Pencipta atau pemegang Hak Cipta melakukan pelanggaran hak ekonomi Pencipta sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf c, huruf d, huruf f, dan/atau huruf h untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 3 (tiga) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp500.000.000,00 (lima ratus juta rupiah).
3. Setiap Orang yang dengan tanpa hak dan/atau tanpa izin Pencipta atau pemegang Hak Cipta melakukan pelanggaran hak ekonomi Pencipta sebagaimana dimaksud dalam Pasal 9 ayat (1) huruf a, huruf b, huruf e, dan/atau huruf g untuk Penggunaan Secara Komersial dipidana dengan pidana penjara paling lama 4 (empat) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp1.000.000.000,00 (satu miliar rupiah).
4. Setiap Orang yang memenuhi unsur sebagaimana dimaksud pada ayat (3) yang dilakukan dalam bentuk pembajakan, dipidana dengan pidana penjara paling lama 10 (sepuluh) tahun dan/atau pidana denda paling banyak Rp4.000.000.000,00 (empat miliar rupiah).

KATA PENGANTAR

Ada tiga tahapan dalam industri kimia saat mengolah bahan baku menjadi produk. Diawali dengan tahapan penyiapan bahan, dilanjutkan proses reaksi di dalam reaktor, dan diakhiri dengan pemurnian produk. Ada bermacam-macam alat yang dapat dipakai dalam tahap pemurnian produk, tetapi jika produknya berupa campuran bermacam-macam cairan, biasanya dipakai alat yang disebut menara distilasi. Para engineers selalu memberikan perhatian yang berlebihan saat merancang ataupun mengoperasikan menara distilasi, mengingat alat ini mengonsumsi energi yang cukup banyak. Penghematan energi, dalam hal ini tentunya akan mengurangi biaya operasional pabrik secara keseluruhan.

Buku ini ditulis dengan harapan pembaca mempunyai wawasan yang komprehensif terkait menara distilasi mulai dari perancangan, analisis termodinamika, dan operasi menara. Pada Bagian A dipaparkan tentang perancangan menara distilasi, baik untuk campuran biner maupun campuran multikomponen. Pada Bagian B disajikan berbagai macam konfigurasi menara distilasi hemat energi. Pada Bagian C diuraikan tinjauan termodinamika dari menara distilasi. Pada Bagian D dipaparkan berbagai problem operasional saat menara distilasi dijalankan, serta instrumentasi dan alat-alat aksesoris menara distilasi. Juga disajikan cara mengoperasikan menara distilasi, mulai dari komisioning, *start-up*, hingga *shut-down*.

Pada kesempatan ini, penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada: 1) Ni'mah Ayu Lestari, S.T., Naomi Ratrianti, S.T., dan Yano Surya Pradana, S.T., M.Eng. yang telah membantu menyiapkan penyusunan buku ini; 2) Mahasiswa-mahasiswa S-1, S-2, dan S-3 yang tergabung dalam *Process System Engineering Research Group* (PSERG), Jurusan Teknik Kimia FT UGM yang selalu memberi inspirasi dalam pengembangan *sustainable technology*; dan 3) Kolega-kolega yang selalu *men-support* sehingga buku ini dapat kami selesaikan.

Terakhir, kami ingin menyampaikan permohonan maaf jika dalam penyusunan buku ini masih banyak kelemahan. Tentunya, masukan dan saran sangat kami harapkan agar edisi selanjutnya dapat lebih sempurna.

Yogyakarta, November 2015

Penulis

Prof. Arief Budiman, D.Eng.

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
A. PENGANTAR DISTILASI	
1. PENGANTAR PROSES PEMISAHAN.....	1
2. OPERASI <i>STAGE</i> SEIMBANG	4
2.1 Konsep Keseimbangan	4
2.2 Distilasi <i>Batch</i>	6
2.3 <i>Flash Distillation</i>	13
3. PEMISAHAN CAMPURAN BINER.....	21
3.1 Perancangan Sederhana secara Analitis	22
3.2 Perancangan Sederhana secara Grafis.....	30
4. PEMISAHAN CAMPURAN MULTIKOMPONEN.....	41
4.1 Penyelesaian Analitis dengan Perhitungan <i>Stage by Stage</i>	43
4.2 Penyelesaian dengan Metode Matriks	47
5. PERHITUNGAN DENGAN CARA <i>SHORTCUT</i>	55
5.1 Parameter Operasi.....	55
5.2 Prosedur Perhitungan	56
5.3 Pemilihan <i>Internal Device</i>	62
B. DISTILASI LANJUT	
6. DISTILASI HEMAT ENERGI	64
6.1 <i>Multi-effect Distillation</i>	64
6.2 <i>Petlyuk Column</i>	67
6.3 <i>Divided Wall Column</i>	71
6.4 <i>Diabatic Column</i>	77
6.5 <i>Heat Pump Assisted Distillation Column</i>	78
6.6 <i>Heat Integrated Distillation Column</i>	86

7.	<i>ENHANCED DISTILLATION</i>	88
7.1	<i>Extractive Distillation</i>	89
7.2	<i>Azeotropic Distillation</i>	95
7.3	<i>Salted Distillation</i>	102
7.4	<i>Pressure Swing Distillation</i>	106
7.5	<i>Reactive Distillation</i>	112
C. TERMODINAMIKA MENARA DISTILASI		
8.	TERMODINAMIKA OPERASI PEMISAHAN.....	118
8.1	Neraca Panas, Entropi, dan Eksergi.....	119
8.2	Keseimbangan Fasa.....	124
8.3	Fugasitas dan Koefisien Aktivitas.....	131
8.4	Model Gas Ideal dan Gas-Cair Ideal.....	134
9.	ANALISIS <i>PINCH</i>	141
9.1	<i>Minimum Thermodynamic Condition</i>	141
9.2	<i>Column Grand Composite Curve</i>	142
9.3	<i>Practical Near Minimum Thermodynamic Condition</i>	146
9.4	<i>Column Composite Curve</i>	147
9.5	Integrasi Proses.....	149
10.	ENERGI DAN EKSERGI.....	150
10.1	Termodinamika Sistem.....	151
10.2	Analisis Eksergi.....	152
10.3	Transformasi Energi.....	154
10.4	<i>Energy Utilization Diagram (EUD)</i>	157
10.5	<i>Material-Utilization Diagram (MUD)</i>	159
D. OPERASI MENARA, INSTRUMENTASI, DAN PENGENDALIAN OPERASI DISTILASI		
11.	<i>TROUBLESHOOTING</i> MENARA DISTILASI	165
11.1	Penyebab Malfungsi pada Kolom.....	165
11.2	Strategi untuk <i>Troubleshooting</i>	166
11.3	Identifikasi Masalah.....	168
11.4	Masalah Internal Kolom.....	168
11.5	Masalah Eksternal Kolom.....	169
11.6	Pedoman <i>Troubleshooting</i>	170
12.	KONDENSER, REBOILER, DAN MENARA DISTILASI.....	171
12.1	Reboiler.....	171
12.2	Kondenser.....	180
12.3	Menara Distilasi.....	188

13.	UMPAN, REFLUKS, DISTILAT, DAN <i>BOTTOM</i>	191
13.1	Umpan.....	191
13.2	Refluks	196
13.3	Distilat.....	200
13.4	<i>Bottom</i>	201
14.	INSTRUMENTASI.....	205
14.1	Sambungan Instrumen	206
14.2	Sensor Suhu	207
14.3	Sensor Tekanan	208
14.4	Sambungan untuk Pengambilan Sampel	209
14.5	<i>Viewing Ports</i>	209
15.	AKSESORI-AKSESORI	210
15.1	<i>Packing Support</i>	211
15.2	<i>Liquid Distributor</i>	212
15.3	<i>Liquid Redistributor</i>	214
15.4	<i>Downcomer</i>	215
15.5	<i>Weir</i>	216
15.6	<i>Tray Drainage</i>	216
16.	KOMISIONING, <i>START UP</i> , DAN <i>SHUT DOWN</i>	216
16.1	Komisioning.....	216
16.2	<i>Start Up Shut Down</i>	223
17.	TESTING MENARA: <i>FLOODING</i> , <i>FOAMING</i> , DAN EFISIENSI	226
17.1	<i>Flooding</i>	226
17.2	<i>Foaming</i>	232
17.3	Efisiensi.....	237
18.	PENGENDALIAN SUHU DAN TEKANAN.....	239
18.1	Operasi Pengendalian Suhu	240
18.2	Operasi Pengendalian Tekanan	245
	DAFTAR PUSTAKA.....	253
	GLOSARIUM	257
	TENTANG PENULIS.....	261

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Nilai konstanta yang sesuai dengan persamaan (2.50)	20
Tabel 3.1	Berbagai kondisi umpan dan nilai q	36
Tabel 4.1	Derajat kebebasan pemisahan campuran multikomponen	42
Tabel 7.1	Beberapa jenis solven yang digunakan di industri dalam proses distilasi ekstraktif	93
Tabel 7.2	Perbandingan hasil distilasi kolom <i>pressure swing distillation</i> yang dioperasikan pada susunan tekanan yang berbeda.....	108
Tabel 7.3	Aplikasi <i>pressure swing distillation</i> pada campuran biner.....	112
Tabel 7.4	Aplikasi RD pada Industri Kimia	116
Tabel 8.1	Berbagai nilai tetapan gas universal (R).....	136
Tabel 8.2	Nilai tetapan Van Der Waals a dan b	137
Tabel 9.1	Contoh aliran arus suatu sistem	148
Tabel 11.1	Penyebab malfungsi pada menara distilasi.....	166
Tabel 13.1	Dimensi susunan <i>inlet</i> refluks.....	197
Tabel 13.2	Penjelasan penggunaan <i>liquid distributor</i>	199
Tabel 17.1	Pengaruh desain parameter terhadap mekanisme <i>flooding</i>	231
Tabel 17.2	<i>Check list</i> tes performa kolom	238
Tabel 18.1	Metode pengendalian tekanan pada kolom distilasi.....	246

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Menara distilasi dengan <i>plate</i> (kiri) dan menara distilasi bahan isian (kanan)	2
Gambar 1.2	Pembagian seksi <i>rectifying</i> dan <i>stripping</i> pada menara distilasi tanpa reboiler dan kondenser	3
Gambar 1.3	Bagian <i>plate</i> kolom distilasi	4
Gambar 2.1	Konsep keseimbangan fasa	5
Gambar 2.2	Kesetimbangan uap-cair pada <i>stage</i> kolom distilasi	5
Gambar 2.3	Rangkaian alat distilasi diferensial skala laboratorium....	7
Gambar 2.4	<i>Batch distillation column</i>	9
Gambar 2.5	Alternatif urutan kolom distilasi <i>batch</i> campuran <i>quaternary</i>	10
Gambar 2.6	Konfigurasi <i>inverted batch distillation</i>	11
Gambar 2.7	Konfigurasi <i>middle vessel batch distillation</i>	12
Gambar 2.8	<i>Multivessel batch distillation column</i>	12
Gambar 2.9	<i>Batch distillation using continuous column</i>	13
Gambar 2.10	<i>Flash distillation</i>	14
Gambar 2.11	Diagram McCabe Thiele etanol-air	16
Gambar 2.12	Grafik DePriester pada suhu rendah	18
Gambar 2.13	Grafik DePriester pada suhu tinggi	19
Gambar 3.1	Skema proses distilasi	22
Gambar 3.2	Kontak uap-cair pada stage 1 menara distilasi	25
Gambar 3.3	Kontak uap-cair pada <i>stage</i> kedua menara distilasi	26
Gambar 3.4	Kontak uap-cair pada <i>stage</i> j menara distilasi	27
Gambar 3.5	Kontak uap-cair pada stage f+1 menara distilasi	28
Gambar 3.6	Kontak uap-cair pada <i>stage</i> k menara distilasi	29
Gambar 3.7	Kontak uap-cair pada <i>stage</i> n menara distilasi	30
Gambar 3.8	Grafik McCabe-Thiele	31
Gambar 3.9	Plot garis operasi atas pada grafik McCabe-Thiele	33
Gambar 3.10	Garis operasi bawah pada grafik McCabe-Thiele	34
Gambar 3.11	Ilustrasi keseimbangan uap-cair pada stage umpan	34
Gambar 3.12	Letak <i>q line</i> pada grafik McCabe-Thiele sesuai tabel	36
Gambar 3.13	Letak garis operasi atas dan garis operasi bawah pada grafik McCabe-Thiele untuk menentukan jumlah <i>stage</i> pemisahan	37

Gambar 3.14	Grafik McCabe-Thiele pada refluks total.....	38
Gambar 3.15	Grafik McCabe-Thiele pada refluks minimum	38
Gambar 6.1	Konfigurasi kolom distilasi multi-efek.....	65
Gambar 6.2	Contoh lain distilasi multi-efek.....	66
Gambar 6.3	(a) kolom distilasi yang dilengkapi <i>side rectifier</i> ; (b) kolom distilasi yang dilengkapi <i>side stripper</i>	68
Gambar 6.4	Kolom Petlyuk untuk pemisahan campuran terner	68
Gambar 6.5	Bermacam-macam konfigurasi kolom Petlyuk untuk pemisahan campuran kuartar.....	69
Gambar 6.6	Konfigurasi kolom distilasi (a) <i>direct sequence</i> (b) <i>indirect sequence</i> (c) kolom Petlyuk	70
Gambar 6.7	Derajat kebebasan kolom Petlyuk ditandai dengan adanya <i>valve</i>	71
Gambar 6.8	Skema <i>divided wall column</i>	72
Gambar 6.9	(a) <i>Direct sequence column</i> (b) <i>Indirect sequence column</i>	72
Gambar 6.10	Hasil performa proyek penghilangan benzene dari bensin Ruhr-Oel	74
Gambar 6.11	Lokasi peletakan <i>dividing wall</i> pada DWC.....	75
Gambar 6.12	Bentuk lain DWC.....	75
Gambar 6.13	(a) Konfigurasi DWC Kaibel; (b) <i>Multi-partition Column</i>	76
Gambar 6.14	(a) Konfigurasi Agrawal (b) Susunan <i>partition wall</i> tampak atas.....	76
Gambar 6.15	Struktur dinding triangular.....	76
Gambar 6.16	Kolom distilasi adiabatik (kiri) dan kolom distilasi diabatik (kanan).....	77
Gambar 6.17	<i>Heat pump</i> dengan <i>vapor recompression</i>	79
Gambar 6.18	(a) <i>Vapor recompression</i> ; (b) <i>Mechanical vapor</i> <i>recompression</i> (c) <i>thermal vapor recompression</i>	80
Gambar 6.19	Bentuk <i>steam ejector</i>	81
Gambar 6.20	(a) <i>Absorption heat pump</i> ; (b) <i>Resorption heat pump</i>	82
Gambar 6.21	Kolom distilasi yang terhubung dengan integrasi panas absorpsi (A) Absorber (B) <i>Bottom</i> (C) Kondenser (D) Distilat (E) Evaporator (F) <i>Feed</i> (G) Generator.....	82
Gambar 6.22	Siklus <i>absorption heat pump</i>	83
Gambar 6.23	(a) Susunan <i>thermo acoustic heat pump distillation column</i> ; (b) Skema proses	84
Gambar 6.24	Prinsip kerja <i>thermo acoustic heat pump</i>	85
Gambar 6.25	Susunan kolom distilasi dengan teknologi iHIDiC.....	86
Gambar 6.26	Beberapa alternatif konfigurasi <i>heat integrated distillation</i> <i>column</i>	87
Gambar 7.1	Kolom distilasi ekstraktif untuk proses produksi propilen dari propan	90

Gambar 7.2	Distilasi ekstraktif dengan pemanfaatan panas	93
Gambar 7.3	Distilasi ekstraktif dengan <i>recovery</i> solven alternatif.....	94
Gambar 7.4	Distilasi azeotrop air-etanol dengan <i>entrainer</i> berupa benzene.....	96
Gambar 7.5	Diagram fase biner pada suhu tetap untuk: (a) Azeotrop homogen; (b) Azeotrop heterogen.....	97
Gambar 7.6	<i>Salted distillation</i>	102
Gambar 7.7	Grafik suhu versus fraksi mol komponen pada tekanan P_2 dan P_1	106
Gambar 7.8	<i>Pressure swing distillation</i> $P_1 < P_2$	107
Gambar 7.9	<i>Pressure swing distillation</i> $P_1 > P_2$	107
Gambar 7.10	<i>Minimum boiling point azeotrope</i> (kiri) dan <i>maximum boiling point azeotrope</i> (kanan).....	108
Gambar 7.11	<i>Pressure swing distillation</i> dengan <i>minimum boiling point azeotrope</i>	109
Gambar 7.12	Grafik T-x-y pada tekanan P_2 dan P_1 sesuai Gambar 7.11	109
Gambar 7.13	<i>Pressure swing distillation</i> THF-air dengan <i>heat integration</i>	110
Gambar 7.14	<i>Reactive distillation column</i> untuk pembentukan metil asetat.....	114
Gambar 7.15	Berbagai jenis katalis dan susunannya pada saat dipergunakan dalam <i>packing</i> kolom <i>reactive distillation</i>	114
Gambar 7.16	<i>Reactive dividing wall column</i> (RDWC).....	115
Gambar 7.17	RD dengan <i>pre-reactor</i> dan <i>side reactor</i>	115
Gambar 7.18	Ilustrasi terjadinya reaksi kimia dan proses pemisahan pada RD.....	117
Gambar 8.1	Aliran uap dan cairan sepanjang menara distilasi	120
Gambar 8.2	Kesetimbangan pada <i>stage</i> umpan/ <i>stage</i> ke- <i>n</i>	120
Gambar 8.3	Neraca panas di sekitar kondenser	122
Gambar 8.4	<i>Loop</i> neraca panas di sekitar reboiler.....	122
Gambar 8.5	Diagram X-Y (kurva McCabe-Thiele).....	125
Gambar 8.6	Diagram X-Y pada tekanan bervariasi	126
Gambar 8.7	Diagram T-X-Y	126
Gambar 8.8	Kurva T-X-Y pada tekanan yang berbeda.....	128
Gambar 8.9	Diagram P-X-Y	128
Gambar 8.10	Diagram entalpi-komposisi	129
Gambar 8.11	Grafik DePriester untuk suhu rendah	130
Gambar 8.12	Grafik Depriester untuk suhu tinggi.....	130
Gambar 8.13	(a) Grafik P-X-Y (b) Grafik T-X-Y dan (c) Grafik X-Y untuk larutan nonideal deviasi positif	140
Gambar 8.14	(a) Grafik P-X-Y (b) Grafik T-X-Y dan (c) Grafik X-Y untuk larutan nonideal deviasi negatif	141

Gambar 9.1	<i>Minimum thermodynamic condition</i> untuk kolom dengan sistem biner.....	142
Gambar 9.2	Hubungan T-H untuk MTC	142
Gambar 9.3	Persamaan garis operasi dan hubungan keseimbangan pada kolom distilasi	143
Gambar 9.4	Konstruksi pembuatan CGCC.....	144
Gambar 9.5	Konstruksi pembuatan CGCC dari <i>composite curve</i>	145
Gambar 9.6	Modifikasi refluks	145
Gambar 9.7	Penyesuaian kondisi umpan	146
Gambar 9.8	<i>Side reboiling/condensing</i>	146
Gambar 9.9	<i>Practical near minimum thermodynamic condition</i>	147
Gambar 9.10	Pembuatan <i>cold stream</i>	148
Gambar 9.11	Pembuatan <i>hot stream</i>	148
Gambar 9.12	<i>Column composite curve</i>	149
Gambar 9.13	<i>Onion diagram</i> untuk proses integrasi	150
Gambar 10.1	Aliran materi pada suatu proses	151
Gambar 10.2	Vektor proses dalam <i>thermodynamic compass</i>	154
Gambar 10.3	Karakteristik transformasi energi	156
Gambar 10.4	Contoh EUD.....	158
Gambar 10.5	<i>Premixing model</i> di <i>plate</i> pada kolom distilasi	159
Gambar 10.7	MUD untuk seluruh kolom distilasi: (a) Komponen ringan; (b) Komponen berat.....	164
Gambar 11.1	Diagram alir <i>troubleshooting</i>	167
Gambar 12.1	<i>Vertical thermosyphon reboiler</i>	173
Gambar 12.2	<i>Horizontal thermosyphon reboiler</i>	175
Gambar 12.3	<i>Forced circulation reboiler</i>	176
Gambar 12.4	<i>Kettle reboiler</i>	178
Gambar 12.5	<i>Internal reboiler</i>	179
Gambar 12.6	<i>Vent condenser</i>	183
Gambar 12.7	<i>Horizontal in tube condenser</i>	183
Gambar 12.8	<i>Baffle shell and tube condenser</i>	184
Gambar 12.9	<i>Internal condenser</i> vertikal (kiri) dan horizontal (kanan)	185
Gambar 12.10	<i>Spray condenser</i>	186
Gambar 12.11	<i>Baffle column</i>	186
Gambar 12.12	<i>Packed column condenser</i>	187
Gambar 12.13	<i>Jet condenser</i>	187
Gambar 12.14	<i>Sieve tray</i>	188
Gambar 12.15	Bentuk menara <i>sieve tray</i>	189
Gambar 12.16	Aliran <i>liquid</i> dalam <i>sieve tray</i>	189
Gambar 12.17	Berbagai bentuk <i>bubble cap</i>	190
Gambar 12.18	Model aliran <i>liquid</i> dalam <i>bubble cap</i> (a) <i>spray</i> (b) <i>foam</i> (c) <i>bubble</i> (d) <i>cellular foam</i>	190

Gambar 12.19	<i>Valve tray</i>	191
Gambar 13.1	Kolom dengan <i>multiple feed</i>	193
Gambar 13.2	Susunan untuk <i>intermediate feed inlet</i>	194
Gambar 13.3	Susunan <i>inlet</i> refluks	196
Gambar 13.4a	Jenis <i>liquid distributor</i> : (a) <i>Ladder pipe distributor</i> ; (b) <i>Perforated ring distributor</i> ; (c) <i>Spray distributor</i>	198
Gambar 13.4b	Jenis <i>liquid distributor</i> : (d) <i>Orifice pan distributor</i> ; (e) <i>Tunnel orifice distributor</i> ; (f) <i>Notched-trough distributor</i> ; (g) <i>Well riser distributor</i>	199
Gambar 13.5	Contoh sistem <i>overhead</i> untuk kolom bertekanan	201
Gambar 13.6	Susunan bagian <i>bottom</i> suatu kolom: (a) <i>unbaffled arrangement</i> , (b), (c), (d) <i>baffled arrangement</i>	202
Gambar 13.7	Susunan <i>once-trough reboiler arrangement</i>	203
Gambar 13.8	Pemasukan umpan balik dari reboiler: (a) Susunan yang harus dihindari; (b) Susunan yang tepat	204
Gambar 13.9	Susunan yang sebaiknya dihindari pada sistem <i>bottom</i> ...	205
Gambar 14.1	Susunan pipa untuk <i>level glasses</i>	206
Gambar 14.2	Teknik pengukuran beda tekanan pada kolom. (a) <i>Transmitter</i> pada bagian atas; (b) <i>Transmitter</i> pada bagian bawah; (c) Penggunaan 2 <i>transmitter</i> ; (d) <i>Gas purged system</i>	208
Gambar 15.1	Tampak samping bagian dalam kolom distilasi <i>packing</i> ..	210
Gambar 15.2	Tampak samping kolom distilasi <i>tray</i>	211
Gambar 15.3	Penampang <i>plate</i> bagian dalam.....	211
Gambar 15.4	<i>Packing support</i>	212
Gambar 15.5	Injeksi gas pada <i>packing</i>	212
Gambar 15.6	Desain <i>support</i> injeksi gas untuk kolom berdiameter kecil (kiri) dan kolom berdiameter besar (kanan)	213
Gambar 15.7	Redistributor jenis <i>orifice</i> (kiri) dan jenis <i>weir</i> (kanan) ...	213
Gambar 15.8	<i>Weir</i> pada distributor (kiri) dan pipa distributor (kanan) .	214
Gambar 15.9	<i>Liquid redistributor</i>	214
Gambar 15.10	Redistributor jenis <i>wall wiper</i>	215
Gambar 15.11	Segmen <i>downcomer</i> : (a) <i>Vertical apron</i> ; (b) <i>Inclined apron</i> ; (c) <i>Inlet weir</i> ; (d) <i>Recessed well</i>	215
Gambar 16.1	Contoh operasi <i>line blowing</i> secara benar.....	217
Gambar 16.2	<i>Line blowing</i> pada bagian <i>bottom</i> untuk: (a) <i>Sieve-tray</i> ; (b) <i>Valve tray</i>	218
Gambar 16.3	Pencucian kolom absorber (garis tebal menunjukkan arus sirkulasi cairan pencuci).....	220
Gambar 16.4	Kerusakan pada <i>tray</i> akibat kontak <i>steam</i> dan air secara ekstrem	221

Gambar 16.5	<i>Dehydrating by purging with dried gas</i>	223
Gambar 16.6	<i>Start up/shut down lines</i> (garis putus-putus dengan nomor yang sesuai)	226
Gambar 17.1	<i>Spray entrainment flooding</i>	226
Gambar 17.2	<i>Froth entrainment flooding</i>	227
Gambar 17.3	<i>Downcomer back up flooding</i>	228
Gambar 17.4	<i>Downcomer choke flooding</i>	228
Gambar 17.5	Aliran normal fluida di dalam <i>packing tower</i>	229
Gambar 17.6	<i>Flooding</i> pada <i>packing tower</i>	229
Gambar 17.7	Pengaruh tekanan dan rasio L/V terhadap <i>flooding</i>	230
Gambar 17.8	<i>Flooding</i> yang disebabkan oleh <i>clearance downcomer</i> yang kecil	231
Gambar 17.9	Profil suhu pada tiap <i>tray</i> untuk kondisi normal dan terjadi <i>flooding</i>	232
Gambar 17.10	Bentuk <i>foam</i> : (A) <i>Pentagonal dodecahedron</i> ; (B) <i>Truncated octahedron</i> ; (C) <i>Rhombic dodecahedron</i> .	233
Gambar 17.11	Efek marangoni dari <i>foam</i>	234
Gambar 17.12	Transfer massa yang diinduksi oleh efek marangoni	234
Gambar 17.13	<i>Foaming test</i>	237
Gambar 18.1	<i>Controlled and manipulated variables</i>	240
Gambar 18.2	Profil suhu dan komposisi untuk pemisahan biner.....	241
Gambar 18.3	Aplikasi prosedur Tolliver dan McCune pada kolom benzen-toluen dengan variasi posisi dan komposisi umpan. (a) 65% benzene ke <i>stage</i> 10; (b) 15% benzene ke <i>stage</i> 7; (c) 35% benzene ke <i>stage</i> 9	242
Gambar 18.4	Skema I pengendalian suhu (keterangan: PC = <i>pressure controller</i> , LC = <i>level controller</i> , FC = <i>flow controller</i> , TC = <i>temperature controller</i>).....	243
Gambar 18.5	Skema II pengendalian suhu	244
Gambar 18.6	Skema III pengendalian suhu	244
Gambar 18.7	Net vapor rate > 0, pengendalian langsung laju produk ..	247
Gambar 18.8	Net vapor rate > 0, kontrol laju <i>recycle</i> vapor ke kompresor	247
Gambar 18.9	Net vapor > 0, kontrol laju <i>recycle vapor</i> ke <i>ejector</i>	248
Gambar 18.10	Net vapor rate ³ 0, kontrol laju produk dikombinasikan dengan metode sekunder	249
Gambar 18.11	Net vapor rate ³ 0, kontrol persediaan <i>make up</i> vapor	249
Gambar 18.12	Net vapor rate = 0, kontrol aliran ke kondenser saat tekanan rendah	250
Gambar 18.13	Net vapor rate = 0, kontrol aliran dari kondenser pada tekanan tinggi	250
Gambar 18.14	Net vapor rate = 0, kontrol suhu/tekanan kondensasi	251

A. PENGANTAR DISTILASI

1. PENGANTAR PROSES PEMISAHAN

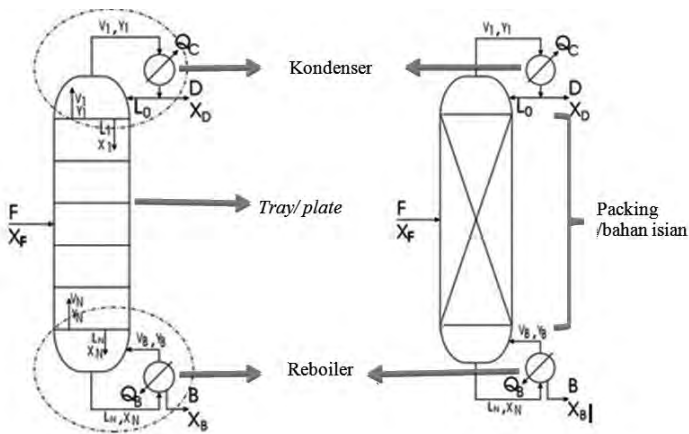
Pemisahan merupakan suatu proses yang sangat penting untuk dipelajari dalam bidang teknik kimia. Dalam proses sintesa di suatu industri diinginkan suatu produk dengan kemurnian tertentu atau diperlukan pula bahan baku dengan kemurnian tertentu. Melalui proses pemisahan, diharapkan dapat diperoleh produk komponen tertentu dari suatu campuran dengan kemurnian setinggi mungkin. Di dalam teknik kimia dikenal beragam jenis proses pemisahan, bergantung pada fase penyusun campuran yang akan dipisahkan. Campuran yang terdiri atas satu fasa saja disebut campuran homogen, sedangkan campuran yang terdiri atas dua fasa atau lebih disebut campuran heterogen. Pemisahan campuran homogen dapat dilakukan dengan berbagai macam cara, di antaranya evaporasi, distilasi, ekstraksi, kristalisasi, absorpsi, presipitasi, dan lain sebagainya. Dalam buku ini akan difokuskan pembahasan detail mengenai pemisahan fase homogen dengan cara distilasi.

Distilasi adalah proses pemisahan suatu campuran yang didasarkan pada perbedaan titik didih dan tekanan uap yang cukup signifikan. Suatu campuran komponen cair-cair yang saling larut dan keduanya merupakan komponen yang volatil, tetapi memiliki perbedaan titik didih yang cukup signifikan maka dapat dipisahkan dengan cara distilasi. Umpan pada proses distilasi dapat berupa campuran biner (campuran 2 komponen) atau campuran multikomponen yang terdiri atas fase cair saja atau campuran uap dan cairan. Komponen yang paling volatil dalam campuran tersebut akan membentuk fase uap dan diperoleh sebagai produk atas pada menara distilasi, sering kali disebut dengan istilah *light key component*. Sementara itu, komponen yang kurang volatil pada campuran akan tetap berada di fase cair dan diperoleh sebagai produk bawah pada menara distilasi, dikenal dengan istilah *heavy key component*.

Distilasi kali pertama diperkenalkan oleh seorang ilmuwan asal Yunani pada abad pertama tahun masehi. Lambat laun perkembangannya makin pesat disebabkan tingginya permintaan akan spiritus. Distilasi modern diperkenalkan

oleh ahli-ahli kimia Islam pada masa kekhalifahan Abbasiyah. Beberapa tokoh Islam tersebut di antaranya Al Razi yang memisahkan alkohol menjadi senyawa yang relatif murni melalui alat yang dinamakan alembik. Kemudian Ibnu Jabir yang juga telah banyak menemukan beberapa alat dan proses kimia yang hingga saat ini masih dipergunakan. Uraian teknik penyulingan juga telah diperkenalkan oleh Al Kindi.

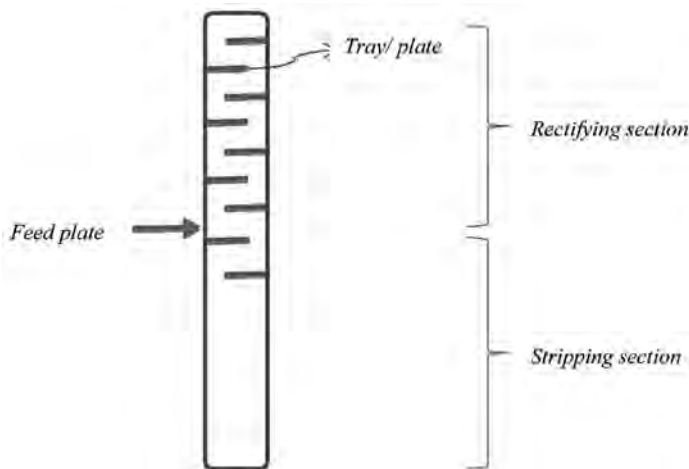
Menara distilasi berbentuk vertikal, terdiri atas kondenser yang terpasang di bagian paling atas menara, reboiler di bagian paling bawah dan *plate/tray/packing* yang terdapat di sepanjang menara. Di dalam menara distilasi terjadi proses penguapan dan pengembunan yang berulang-ulang melalui pertukaran panas yang terjadi pada kondenser, reboiler, dan kontak uap-cair sepanjang menara. Pada Gambar 1.1 disajikan skema menara distilasi dengan *plate* dan bahan isian.



Gambar 1.1 Menara distilasi dengan *plate* (kiri) dan menara distilasi bahan isian (kanan)

Menara distilasi dibagi menjadi 2 bagian utama, yaitu seksi *rectifying/enriching/absorption* (bagian atas) dan seksi *stripping/exhausting* (bagian bawah) seperti terlihat pada Gambar 1.2. Pada seksi *enriching* terjadi pencucian oleh *liquid* guna menghilangkan atau menyerap komponen yang kurang volatil. Dinamakan seksi *enriching* karena di kolom paling atas kaya akan kandungan uap komponen yang paling volatil. Pada seksi *stripping*, cairan di-*strip* dari komponen volatil dengan menghasilkan uap dari dasar kolom melalui penguapan parsial dari cairan pada reboiler. Umpun biasanya dimasukkan melalui bagian tengah menara. *Tray* tempat umpun dimasukkan disebut sebagai *feed plate*. Seksi *enriching* meliputi semua *plate* yang berada di atas *feed plate*, sedangkan seksi *stripping* meliputi semua *plate* yang ada di bawah *feed plate*. *Tray* dinomoriurut dari atas yang dimulai dengan nomor kecil hingga ke *tray* yang paling dasar. Uap dan cairan yang terdapat pada

masing-masing *tray* selalu berada pada *dew point* dan *bubble point*-nya. Titik didih campuran berada di antara *bubble point* dan *dew point* tersebut.



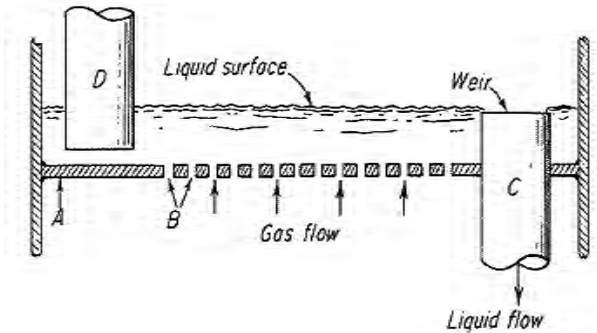
Gambar 1.2 Pembagian seksi *rectifying* dan *stripping* pada menara distilasi tanpa reboiler dan kondenser

Proses distilasi melibatkan beberapa komponen dalam teknik kimia, di antaranya adalah sebagai berikut.

1. Keseimbangan fasa, yaitu terjadi pada *tray/plate* yg fase cair dan uapnya saling berkontak.
2. Perpindahan massa dan panas yang terjadi pada setiap *stage*, termasuk pada reboiler maupun kondenser yang dipasang di bagian bawah dan atas menara.
3. Penguapan dan pengembunan yang terjadi pada reboiler dan kondenser sehingga di dalam kolom terdapat 2 fasa yang mengalami kesetimbangan.
4. Perpindahan momentum.

Sesaat setelah umpan dimasukkan ke dalam *feed plate*, umpan yang berwujud cair akan turun ke bawah menara melalui *downcomer* disebabkan adanya gravitasi. Cairan tersebut akan masuk ke reboiler dan di dalam reboiler mengalami pemanasan serta penguapan. Uap yang dihasilkan selanjutnya akan dikembalikan melalui *stage* di atas reboiler. Uap tersebut akan naik terus sepanjang kolom hingga mencapai *rectifying section*. Sebagian cairan yang menggenangi reboiler akan dikeluarkan sebagai produk bawah/residu yang disebut produk *bottom*. Uap yang naik hingga ke *tray* teratas akan masuk ke dalam kondenser dan mengalami pengembunan. Sebagian embunan tersebut dikembalikan ke dalam kolom, sedangkan sebagian lagi diambil sebagai

produk distilat. Embunan yang dikembalikan tersebut akan bercampur dengan cairan dari umpan kemudian berkontak dengan uap dan mengalami keseimbangan fasa pada tiap-tiap *plate*. Perbandingan antara embunan yang dikembalikan ke dalam kolom terhadap embunan yang diambil sebagai distilat disebut sebagai *reflux ratio*.



Gambar 1.3 Bagian *plate* kolom distilasi

Gambar 1.3 adalah skema bagian *plate* dari menara distilasi. Dalam gambar ini A merupakan *plate*, B adalah lubang perforasi, C adalah *downcomer* menuju *plate* di bawahnya dan D adalah *downcomer* dari *plate* di atasnya.

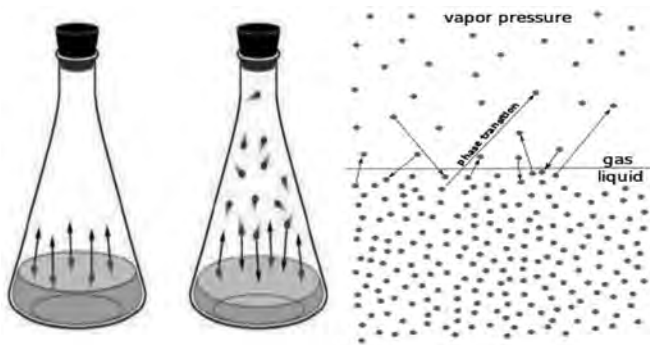
2. OPERASI STAGE SEIMBANG

2.1 Konsep Keseimbangan

Istilah keseimbangan dalam ilmu teknik kimia diartikan sebagai suatu kondisi pada suatu sistem yang tidak lagi memiliki kecenderungan untuk berpindah dari kondisi saat itu. Sistem yang tidak seimbang cenderung akan mengalami perubahan spontan menuju ke arah keseimbangan. Keseimbangan terbagi atas 3 jenis, yaitu sebagai berikut.

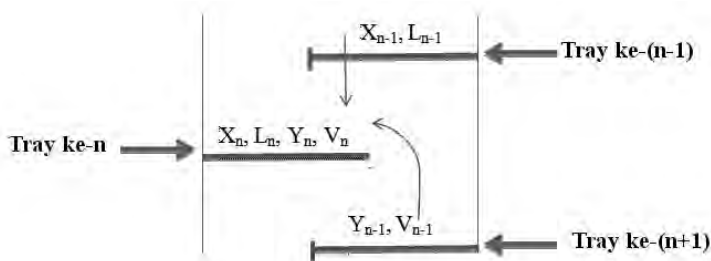
1. Keseimbangan termodinamika, yaitu suatu kondisi di dalam sistem tidak lagi terdapat *driving force* perubahan panas ($\Delta T = 0$).
2. Keseimbangan mekanis, yaitu dalam suatu sistem tidak terjadi perubahan gaya ($\Delta P = 0$).
3. Keseimbangan fase

Konsep keseimbangan fase dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Konsep keseimbangan fasa

Umpan yang akan dipisahkan terdiri atas komponen cair yang mudah menguap dan yang tidak terlalu mudah menguap. Pada setiap *plate* menara distilasi terjadi keseimbangan antara fase uap dan cair. Menara distilasi dioperasikan pada suhu antara *bubble point* dan *dew point*. Untuk suatu campuran *liquid*, tidak dikenal istilah titik didih dan titik pengembunan. Melainkan *dew point* dan *bubble point*. Istilah titik didih dan titik embun hanya dipergunakan untuk senyawa murni. *Dew point* adalah suhu pada suatu senyawa campuran mulai membentuk embunan kali pertama, sedangkan *bubble point* adalah suhu suatu senyawa campuran mulai membentuk gelembung kali pertama. Komponen yang mudah menguap akan lebih banyak menguap dibandingkan komponen yang tidak mudah menguap. Komponen yang tidak mudah menguap tersebut dapat dipungut sebagai hasil bawah (*bottom*). Selanjutnya, uap yang kaya akan komponen lebih volatil akan naik sepanjang kolom membawa panas dengan jumlah tertentu. Skema beberapa *tray/plate* pada menara distilasi dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Keseimbangan uap-cair pada *stage* kolom distilasi

Umpan yang akan dipisahkan dimasukkan ke *tray n* pada kolom distilasi. Umpan berfase cair jenuh. Uap yang berasal dari *tray* di bawahnya, yaitu *tray* ke $(n+1)$ akan naik ke *tray* ke- n . Uap tersebut membawa panas

dan komponen yang lebih mudah menguap. Panas tersebut akan diserap oleh *liquid* yang berada di *tray* ke- n sehingga komponen yang lebih volatil berubah menjadi uap. Sementara itu, sebagian uap akan ada yang terkondensasi menjadi cair karena melepas sejumlah panas. Dari *tray* ke $(n-1)$, cairan akan turun menuju *tray* ke- n . Kandungan senyawa yang lebih volatil dalam cairan tersebut akan ikut menguap disebabkan panas yang dibawa oleh uap dari *tray* $n+1$. Akibatnya, konsentrasi X pada *tray* ke- n menjadi berkurang. Semakin ke bawah, konsentrasi X akan semakin berkurang, sedangkan *liquid* yang berubah menjadi uap akan semakin memperkaya konsentrasi uap Y pada *tray* ke- n . Semakin ke atas, konsentrasi Y akan semakin meningkat. Akibatnya, diperoleh hubungan:

$$X_{n-1} > X_n \text{ dan } Y_n > Y_{n+1}$$

Pada *tray* ke- n interaksi antara fase uap dan cair cenderung mengarah pada keseimbangan. Sebagian uap yang ada mengembun, sebagian cairan yang ada juga menguap sehingga tidak ada lagi perubahan komposisi uap cair pada *tray* tersebut. Begitu pula dengan panas dan massa cenderung mengalami perubahan dan perpindahan menuju keseimbangan sehingga tidak ada lagi perubahan terkait suhu ataupun jumlah komponen pada *tray* tersebut.

2.2 Distilasi Batch

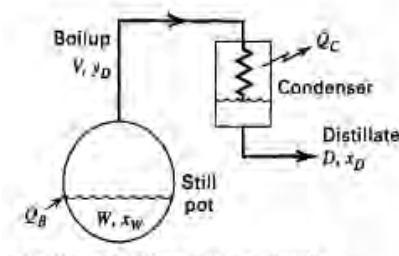
Sebagaimana operasi sistem *batch* pada umumnya, distilasi *batch* juga dijalankan untuk sekali proses. Umpan dimasukkan ke menara distilasi untuk dipisahkan dari komponen-komponen penyusunnya. Kemudian semua produk akan diperoleh di akhir proses. Kebanyakan proses akan lebih ekonomis apabila dijalankan dengan sistem kontinu. Dahulunya, proses *batch* identik dengan jenis proses yang konvensional. Namun, terdapat beberapa alasan mengapa proses distilasi batch ini tetap dijalankan hingga saat ini. Beberapa alasan tersebut, di antaranya adalah sebagai berikut.

1. Untuk proses produksi yang berkapasitas kecil akan lebih ekonomis apabila dijalankan pada operasi *batch*.
2. Untuk jenis bahan baku yang bersifat musiman diperlukan operasi *batch* dalam menghasilkan produk yang diinginkan.
3. Pada tahap evaluasi pemisahan suatu bahan untuk menghasilkan suatu produk pada skala laboratorium.
4. Proses yang melibatkan bahan baku yang bersifat korosif memerlukan penggantian dan perawatan alat yang intensif setiap saat sehingga operasi *batch* dimungkinkan lebih efisien.
5. Umpan yang mengandung suatu solid, tar, atau resin yang berpotensi untuk menyumbat atau tersangkut pada kolom distilasi.

6. Produksi *fine product* atau *specialty product*, seperti produk farmasi, minuman beralkohol hasil fermentasi, minyak esensial, dan beberapa produk petroleum.

Contoh distilasi *batch* sederhana diterapkan pada skala laboratorium. Umpam dimasukkan ke sebuah labu untuk dipanaskan pada suhu didih campuran. Dalam sistem tertutup, uap akan terbentuk terus-menerus untuk selanjutnya dikondensasikan melalui kondenser yang terhubung dengan bagian atas labu. Cairan umpam yang tersisa di dasar labu merupakan komponen yang bersifat kurang volatil atau pada proses kontinu biasa disebut sebagai produk *bottom*. Namun, dalam proses *batch* lebih dikenal dengan istilah *still*.

Sistem operasi *batch* cenderung bersifat *unsteady state*. Maksudnya, produk yang diperoleh bervariasi jumlahnya pada tiap satuan waktu. Proses distilasi serupa telah dirumuskan persamaannya oleh Lord Rayleigh yang dikenal dengan proses *differential distillation*. Dalam kasus tersebut, tidak ada *reflux* yang dikembalikan ke labu. Uap yang meninggalkan *still pot* dengan komposisi y_D diasumsikan setimbang dengan campuran *liquid* pada *still*. Untuk kondensasi total berlaku $y_D = x_D$. Rangkaian peralatan tersebut berguna untuk memisahkan campuran yang memiliki rentang titik didih yang jauh berbeda, seperti terlihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Rangkaian alat distilasi diferensial skala laboratorium

Perhitungan distilasi diferensial di atas dapat diawali dari neraca massa total maupun neraca massa komponen. Berikut adalah susunan persamaan distilasi *batch*:

laju massa input – laju massa output ± laju reaksi pembentukan/pengurangan = laju massa akumulasi

Neraca massa total:

$$0 - D \pm 0 = \frac{dW}{dt} \quad (2.1)$$

$$-Ddt = dW \quad (2.2)$$